

(13)



⑪ **BUNDESREPUBLIK  
DEUTSCHLAND**



**DEUTSCHES  
PATENT- UND  
MARKENAMT**

⑫ **Offenlegungsschrift**  
⑬ **DE 198 19 882 A 1**

⑭ Int. Cl.<sup>6</sup>:  
**C 01 B 21/26**  
C 01 B 21/40  
B 01 D 53/86

⑮ Aktenzeichen: 198 19 882.5  
⑯ Anmeldetag: 27. 4. 98  
⑰ Offenlegungstag: 28. 10. 99

**DE 198 19 882 A 1**

⑱ **Anmelder:**  
BASF AG, 67063 Ludwigshafen, DE

⑲ **Vertreter:**  
Patent- und Rechtsanwälte Bardehle, Pagenberg,  
Dost, Altenburg, Geissler, Isenbruck, 68165  
Mannheim

⑳ **Erfinder:**  
Schumacher, Volker, Dr., 67227 Frankenthal, DE;  
Bürger, Gert, Dr., 68199 Mannheim, DE; Fetzer,  
Thomas, Dr., 67346 Speyer, DE; Baier, Michael, Dr.,  
68161 Mannheim, DE; Hesse, Michael, Dr., 67549  
Worms, DE

**Die folgenden Angaben sind den vom Anmelder eingereichten Unterlagen entnommen**

㉑ **Verfahren zur katalytischen Zersetzung von N<sub>2</sub>O**

㉒ Im Reaktor für die katalytische Oxidation von Ammoniak zu Stickoxiden, der in Flußrichtung in der Reihenfolge einen Edelmetallnetzkatalsator und einen Wärmetauscher enthält, ist zwischen dem Edelmetallnetzkatalsator und dem Wärmetauscher ein Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O angeordnet.

Im Verfahren zur katalytischen Zersetzung von N<sub>2</sub>O in einem bei der Herstellung von Salpetersäure durch katalytische Oxidation von Ammoniak erhaltenen Gasgemisch an einem Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O wird das aus der katalytischen Oxidation von Ammoniak erhaltene heiße Gasgemisch vor einer nachfolgenden Abkühlung mit dem Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O kontaktiert.

**DE 198 19 882 A 1**

## Beschreibung

Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur katalytischen Zersetzung von  $N_2O$  in einem bei der Herstellung von Salpetersäure durch katalytische Oxidation von Ammoniak erhaltenen Gasgemisch. Die Erfindung betrifft weiterhin einen zur Durchführung des Verfahrens geeigneten Reaktor.

Bei der großtechnischen Herstellung von Salpetersäure nach dem Ostwald-Verfahren wird Ammoniak an einem edelmetallhaltigen Katalysator mit Sauerstoff zu Stickoxiden umgesetzt, die anschließend in Wasser absorbiert werden. Dabei werden Ammoniak und Sauerstoff beziehungsweise Luft in einem Reaktor bei Temperaturen im Bereich von 800 bis 955°C an einem edelmetallhaltigen Katalysator umgesetzt. Das Katalysatornetz enthält dabei als aktive Metalle in der Regel Platin und Rhodium. Bei der katalytischen Umsetzung wird Ammoniak zunächst zu Stickstoffmonoxid oxidiert, das anschließend mit Sauerstoff zu Stickstoffdioxid beziehungsweise Distickstoffdioxid weiteroxidiert wird. Das erhaltene Gasgemisch wird nach Abkühlen in einen Absorptionsturm geführt, in dem Stickstoffdioxid in Wasser absorbiert und zu Salpetersäure umgesetzt wird. Der Reaktor für die katalytische Verbrennung von Ammoniak enthält ferner hinter dem Katalysatornetz ein sogenanntes Rückgewinnungsnetz, um bei den hohen Umsetzungstemperaturen verdampfte Katalysatormetalle abzuscheiden und damit zurückzugewinnen. In Flußrichtung hinter dem Rückgewinnungsnetz ist ein Wärmetauscher angeordnet, mit dem das erhaltene Gasgemisch abgekühlt wird. Die Absorption wird außerhalb des eigentlichen Reaktors in einer getrennten Absorptionskolonne durchgeführt.

Die Verbrennung und die Absorption können auf einem einheitlichen Druckniveau durchgeführt werden. Dabei kann bei einem mittleren Druck von etwa 230 bis 600 kPa oder bei einem hohen Druck von etwa 700 bis 1100 kPa gearbeitet werden. Bei einem Verfahren mit zwei Druckstufen wird die Absorption bei einem höheren Druck als die Verbrennung durchgeführt. Bei der Verbrennung beträgt der Druck dabei etwa 400 bis 600 kPa und bei der Absorption etwa 900 bis 1400 kPa.

Eine Übersicht über das Ostwald-Verfahren findet sich beispielsweise in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5. Auflage, Band A 17, Seiten 293 bis 339 (1991).

Bei der Verbrennung von Ammoniak wird neben Stickstoffmonoxid und Stickstoffdioxid beziehungsweise Distickstoffdioxid in der Regel auch  $N_2O$  (Distickstoffmonoxid) als Nebenprodukt gebildet. Im Gegensatz zu den anderen gebildeten Stickoxiden wird  $N_2O$  im Laufe des Absorptionsverfahrens nicht vom Wasser absorbiert. Wird keine weitere Stufe zur Entfernung von  $N_2O$  vorgesehen, so kann es in einer Konzentration von etwa 500 bis 3000 ppm im Abgas in die Umgebung gelangen.

Da  $N_2O$  als Treibhausgas gilt und am Abbau der Ozonschicht beteiligt ist, ist eine möglichst weitgehende Entfernung aus dem Abgas wünschenswert. Mehrere Verfahren zur Entfernung von  $N_2O$  aus Abgasströmen sind beschrieben.

In der DE-A-195 33 715 ist ein Verfahren zum Entfernen von Stickoxiden aus einem Gasstrom beschrieben, bei dem die Stickoxide außer  $N_2O$  in einem Absorptionsmittel absorbiert werden und anschließend verbleibendes  $N_2O$  in einem Spaltreaktor katalytisch bei Temperaturen von 700 bis 800°C zersetzt wird. Da bei dieser Zersetzung Stickoxide gebildet werden können, kann sich eine selektive katalytische Reduktion (SCR) anschließen.

In US 5,478,549 ist ein Verfahren zur Herstellung von Salpetersäure nach Ostwald beschrieben, bei dem der Gehalt an  $N_2O$  dadurch vermindert wird, daß nach der Oxidation

der Gasstrom bei einer Temperatur von mindestens 600°C über ein Katalysatorbett aus Zirkoniumoxid geführt wird. Die genaue Lage des Katalysatorbetts ist jedoch nicht angegeben. Es wird nur ausgeführt, daß Zirkoniumoxid in Form zylindrischer Pellets unterhalb des Rückgewinnungsnetzes angeordnet ist. Die Raumgeschwindigkeit im Reaktor beträgt 30.000 h<sup>-1</sup> bei 4 bar und 600°C.

In der EP-B 0 359 286 ist ein Verfahren zur Reduktion von  $N_2O$  beschrieben. Dazu wird ein Reaktor zur Durchführung des Ostwald-Verfahrens derart modifiziert, daß die nach der katalytischen Verbrennung erhaltenen Gase vor der Abkühlung durch den Wärmetauscher einer Retentionszeit von 0,1 bis 3 Sekunden ausgesetzt sind. Gegebenenfalls kann zusätzlich ein Katalysator zur selektiven Zersetzung von  $N_2O$  vorgesehen werden.

Aufgabe der vorliegenden Erfindung ist die Bereitstellung eines Verfahrens und einer Vorrichtung zur Herstellung von Salpetersäure nach dem Ostwald-Verfahren, wobei der  $N_2O$ -Gehalt der Abgase möglichst effektiv und mit geringem Aufwand vermindert werden kann. Das Verfahren soll auch in bestehende Anlagen integriert werden können und vorzugsweise den Anteil an Wertprodukt erhöhen. Zudem sollen zusätzliche Aufheizungs- und Abkühlungsschritte für das Abgas vermieden werden, so daß die Entfernung von  $N_2O$  wirtschaftlich durchgeführt werden kann.

Die Aufgabe wird erfindungsgemäß gelöst durch einen Reaktor für die katalytische Oxidation von Ammoniak zu Stickoxiden, der in Flußrichtung in dieser Reihenfolge einen Edelmetallnetz-katalysator und einen Wärmetauscher enthält, wobei zwischen dem Edelmetallnetz-katalysator und dem Wärmetauscher ein Katalysator zur Zersetzung von  $N_2O$  angeordnet ist.

Die Aufgabe wird zudem gelöst durch ein Verfahren zur katalytischen Zersetzung von  $N_2O$  in einem bei der Herstellung von Salpetersäure durch katalytische Oxidation von Ammoniak erhaltenen Gasgemisch an einem Katalysator zur Zersetzung von  $N_2O$ , wobei das aus der katalytischen Oxidation von Ammoniak erhaltene heiße Gasgemisch vor einer nachfolgenden Abkühlung mit dem Katalysator zur Zersetzung von  $N_2O$  kontaktiert wird.

Erfindungsgemäß wurde gefunden, daß  $N_2O$  direkt im Reaktor zur katalytischen Oxidation von Ammoniak umgesetzt werden kann, wenn ein geeigneter Katalysator zwischen dem Edelmetallnetz-katalysator und dem Wärmetauscher angeordnet ist. Dadurch wird als Nebenprodukt gebildetes  $N_2O$  unmittelbar nach der Entstehung zersetzt. Die Zersetzung erfolgt dabei auf dem Temperaturniveau, das bei der katalytischen Oxidation von Ammoniak vorliegt. Eine Erwärmung oder ein Abkühlen des gasförmigen Reaktionsgemisches ist somit nicht notwendig. Der erfindungsgemäß eingesetzte Katalysator zur Zersetzung von  $N_2O$  wird direkt im Reaktor angeordnet, vorzugsweise zwischen einem nach dem Edelmetallkatalysator angeordneten Edelmetallrückgewinnungsnetz und dem Wärmetauscher. Üblicherweise sind Reaktoren für das Ostwald-Verfahren mit einem Einsatz zur Aufnahme des Edelmetallkatalysators und des Edelmetallrückgewinnungsnetzes versehen. Diese Reaktoren können einfach modifiziert werden, indem zusätzlich eine Aufnahmevorrichtung für den  $N_2O$ -Zersetzungskatalysator vorgesehen wird.

Die geringe erforderliche Höhe des erfindungsgemäßen Katalysatorbetts erlaubt den Einbau in bestehende Reaktoren ohne größere Umbauten der Reaktoren. Damit können bestehende Reaktoren modifiziert werden, um das erfindungsgemäße Verfahren durchführen zu können, ohne daß ein Austausch des Reaktors notwendig ist. Die Durchführung des Ostwald-Verfahrens kann dabei auf einem Druckniveau oder auf zwei Druckniveaus durchgeführt werden,

wie es vorstehend beschrieben ist. Die Höhe des Katalysatorbetts beträgt vorzugsweise 2 bis 50 cm, besonders bevorzugt 5 bis 10 cm. Die Verweilzeit am Katalysator ist im Betrieb vorzugsweise kleiner als 0,1 s. Damit ist der Druckabfall durch den Einbau des Katalysators sehr gering, es kann mit einer kleinen Menge an Katalysator gearbeitet werden, und das Gas muß nach der Oxidation nicht lange auf einem hohen Temperaturniveau gehalten werden, so daß Nebenreaktionen weitgehend unterdrückt werden können.

Erfindungsgemäß erfolgt die Zersetzung von  $N_2O$  im Reaktor zur Oxidation von Ammoniak bei der Oxidationstemperatur, in der Regel bei einer Temperatur im Bereich von 600 bis 950, vorzugsweise 800 bis 930, insbesondere 850 bis 920°C. Der Druck beträgt dabei je nach dem Druckniveau, bei dem das Ostwald-Verfahren durchgeführt wird, in der Regel 1 bis 15 bar.

Als Edelmetallnetz-katalysator kann jeder zur katalytischen Oxidation von Ammoniak verwendbare Edelmetallnetz-katalysator eingesetzt werden. Vorzugsweise enthält der Katalysator Platin und gegebenenfalls Rhodium und/oder Palladium als katalytisch aktive Metalle.

Das Edelmetallnetz-gewinnungsmittel ist vorzugsweise aus Palladium aufgebaut. Der erfindungsgemäß zur Zersetzung von  $N_2O$  eingesetzte Katalysator ist vorzugsweise ausgewählt aus solchen Katalysatoren, die auch bei Temperaturen von oberhalb 900°C noch ausreichende Aktivität besitzen, um  $N_2O$  bei dieser Temperatur in Anwesenheit von NO und/oder  $NO_2$  abzubauen. Erfindungsgemäß geeignete Katalysatoren sind beispielsweise binäre Oxide wie  $MgO$ ,  $NiO$ ,  $ZnO$ ,  $Cr_2O_3$ ,  $TiO_2$ ,  $WO_3$ ,  $SnO$ ,  $CoO/Cu_2O$ ,  $Al_2O_3$ ,  $Se_2O_3$ ,  $Mn_2O_3$  oder  $V_2O_5$ , gegebenenfalls mit Metalloxiden dotiert Lanthanidkomplexe wie  $La_2NiO_4$ ,  $La_2CuO_4$ ,  $Nd_2CuO_4$  und multäre Oxidverbindungen davon, Spinelle, ternäre Perowskite, wie auch oxidische Systeme wie  $CuO-ZnO-Al_2O_3$ ,  $Co-MgO$ ,  $CoO-La_2O_3$ ,  $Co-ZnO$ ,  $NiO-MoO_3$  oder Metalle wie Ni, Pd, Pt, Cu, Ag. Vorzugsweise wird ein Katalysator eingesetzt, wie er in der DE-A-43 01 470 beschrieben ist.

Ein derartiger Katalysator ist z. B. herstellbar durch Vereinigen von  $CuAl_2O_4$  mit Zinn, Blei und/oder einem Element der II. Haupt- oder Nebengruppe des Periodensystems der Elemente als Oxid oder Salz oder in elementarer Form, und anschließendes Calcinieren bei einer Temperatur von 300 bis 1300°C und einem Druck im Bereich von 0,1 bis 200 bar. Der Katalysator kann dabei jede geeignete Form aufweisen. Vorzugsweise wird er in Strangform, insbesondere in Form von Sternsträngen eingesetzt. Der bevorzugte Durchmesser der Stränge beträgt 2 bis 10 mm, besonders bevorzugt 3 bis 6 mm. Der Einsatz des Katalysators kann auch in anderen Formen erfolgen, insbesondere auch in der Form eines Wabenkatalysators.

Vorzugsweise werden zur Herstellung des Katalysators neben  $CuAl_2O_4$  Zink, Magnesium, Calcium, Strontium und/oder Barium als Oxid oder Salz oder in elementarer Form eingesetzt. Dabei ist der Katalysator vorzugsweise edelmittelfrei.

Zur Herstellung des Katalysators setzt man  $CuAl_2O_4$  ein, das zu 1 bis 100 Gew.-%, bevorzugt zu 10 bis 100 Gew.-%, besonders bevorzugt zu 80 bis 100 Gew.-% als Spinell vorliegt. Besonders bevorzugt liegt es vollständig als Spinell vor. Das Vermischen mit Zinn, Blei, einem Element der II. Haupt- oder Nebengruppe des Periodensystems der Elemente erfolgt bevorzugt bei Temperaturen von 500 bis 1200°C, besonders bevorzugt von 600 bis 1100°C und vorzugsweise bei Drücken von 0,5 bis 10 bar, besonders bevorzugt bei Atmosphärendruck. Das Vermischen kann beispielsweise durch Versprühen, mechanisches Vermischen, Verühren, Verkleben des gemahlten Festkörpers der Zusammensetzung  $CuAl_2O_4$  erfolgen. Besonders bevorzugt ist

das Imprägnieren des ungenahmten Festkörpers. Beim Calcinieren nach der Vermischung mit dem Zusatz ist das Kupfer vorzugsweise zumindest teilweise durch das zusätzliche Metall substituiert. Der fertige Katalysator liegt vorzugsweise zu mindestens 70%, besonders bevorzugt zu mindestens 80%, insbesondere zu mindestens 90% in einer Spinellphase vor.

Als Elemente der II. Haupt- oder Nebengruppe des Periodensystems der Elemente eignen sich neben Oxiden und den Elementen in metallischer Form auch deren Salze. Beispiele dafür sind Carbonate, Hydroxide, Carboxylate, Halogenide und oxidische Anionen wie Nitrite, Nitrate, Sulfide, Sulfate, Phosphite, Phosphate, Pyrophosphate, Halogenite, Halogenate und basische Carbonate. Bevorzugt sind Carbonate, Hydroxide, Carboxylate, Nitrite, Nitrate, Sulfate, Phosphate und basische Carbonate, besonders bevorzugt Carbonate, Hydroxide, basische Carbonate und Nitrate. Besonders bevorzugt liegt das zusätzliche Metall in der Oxidationsstufe +2 vor. Vorzugsweise werden Zn, Mg, Ca, Sr und/oder Ba, insbesondere Zn und/oder Mg eingesetzt.

Die Herstellung des Ausgangsoxides der Zusammensetzung  $CuAl_2O_4$ , bevorzugt in Form eines Spinelltes ist beispielsweise aus Z. Phys. Chem., 141 (1984), Seiten 101 bis 103 bekannt. Vorzugsweise wird ein  $Al_2O_3$ -Träger mit einer Lösung eines entsprechenden Salzes getränkt. Danach wird das Anion vorzugsweise thermisch zum Oxid zersetzt. Es ist auch möglich, das Salz mit der Aluminiumverbindung zu vermischen (beispielsweise in Suspension mit nachfolgender Sprühtrocknung), zu verdichten, sodann in die gewünschte Form zu bringen und zu Calcinieren.

Vorzugsweise weist der Katalysator 0,1 bis 30 Gew.-%  $CuO$ , 0,1 bis 40 Gew.-% des weiteren Metalloxids, insbesondere  $ZnO$  und 50 bis 80 Gew.-%  $Al_2O_3$  auf.

Besonders bevorzugt ist der Katalysator aus etwa 8 Gew.-%  $CuO$ , 30 Gew.-%  $ZnO$  und 62 Gew.-%  $Al_2O_3$  aufgebaut. Neben dem Spinell liegen dabei möglichst geringe Mengen an  $CuO$  und weiterem Metalloxid vor. Vorzugsweise liegen maximal 3,5 Gew.-%  $CuO$  und maximal 10 Gew.-%  $ZnO$  vor. Geeignete Katalysatoren sind ferner in DE-A-43 01 469 und EP-A-0 687 499 beschrieben. Weitere Beispiele zur Herstellung erfindungsgemäßer Katalysatoren können den zitierten Schriften entnommen werden.

Vorzugsweise weist der Katalysator eine BET-Oberfläche von 1 bis 350  $m^2/g$  auf. Die Porosität liegt vorzugsweise zwischen 0,01 und 0,8  $U_g$ .

Im erfindungsgemäßen Reaktor wird der Katalysator vorzugsweise in der beschriebenen Sternstrang-Form als Festbett eingesetzt. Vorzugsweise beträgt dabei die Schichtdicke des Festbettes 2 bis 50 cm, besonders bevorzugt 5 bis 10 cm. Die Verweilzeit an dem Katalysator zur Zersetzung von  $N_2O$  ist vorzugsweise kleiner als 0,1 s.

Die Verwendung des Katalysators direkt im Reaktor zur katalytischen Oxidation von Ammoniak führt zu einem vollständigen Abbau von  $N_2O$ , wobei Stickoxide gebildet werden. Die bei der Oxidation von Ammoniak gebildeten Stickoxide werden an diesem Katalysator nicht abgebaut. Der Katalysator weist eine hohe Aktivität auf. Durch die geringe Schichtdicke des Katalysatorbetts und die bevorzugte Sternstrang-Form des Katalysators tritt nur ein geringer Druckabfall im Reaktor auf. Es wird kein zusätzliches Aufheizen oder Abkühlen für die Entfernung von  $N_2O$  benötigt. Da die Reaktoren zur Aufnahme von Katalysatormetzen vorbereitet sind, ist in der Regel kein Umbau einer Salpetersäureanlage erforderlich.

Die Erfindung wird nachstehend anhand von Beispielen näher erläutert.

## Beispiel 1

In einer Laborapparatur wurde Ammoniak in einem Ammoniak-Luftgemisch mit einer Konzentration von 12,5 Vol-% Ammoniak und 87,5 Vol-% Luft an einem Pt/Rh-Netz mit einer Belastung von 37 g/h Ammoniak pro cm<sup>2</sup> Netzfäche bei einer Temperatur von 913°C zu Stickstoffmonoxid umgesetzt. Unmittelbar hinter dem Platinnetz war eine 10 cm hohe Schicht des vordrehend als bevorzugt beschriebenen Katalysators aus 8 Gew.-% CuO, 30 Gew.-% ZnO und 62 Gew.-% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> angeordnet, die das Reaktionsgas bei einer Temperatur von 750°C mit einer Verweilzeit von 0,03 s durchströmte. Vor der Katalysatorschicht betrug die N<sub>2</sub>O-Konzentration 685 ppm; nach der Katalysatorschicht waren noch 108 ppm vorhanden. Der Gehalt an Stickstoffmonoxid blieb vor und nach der Katalysatorschicht unverändert.

## Beispiel 2

In einem drucklosen Reaktor zur katalytischen Oxidation von Ammoniak zu Stickoxiden, der mit einem Platin/Rhodium-Netz als Katalysator und einem Palladium-Netz zur Edelmetallrückgewinnung und einem Wärmetauscher ausgestattet war, wurde zwischen dem Rückgewinnungsnetz und dem Wärmetauscher ein Katalysator-Festbett mit einer Schichtdicke von 9 cm angeordnet. Das Katalysatorbett enthielt den vordrehend als bevorzugt beschriebenen Katalysator aus 8 Gew.-% CuO, 30 Gew.-% ZnO und 62 Gew.-% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Der Katalysator wurde als Sternstrang eingesetzt, wobei der Durchmesser des Sternstrangs 4 mm betrug. Der Reaktor wurde mit einem Gemisch aus 12,1 Vol-% Ammoniak und 87,9 Vol-% Luft beschickt, die Gasleistung entsprach 15 l/Tag IINO<sub>3</sub> pro m<sup>2</sup> Edelmetallnetz. Die Temperatur im Reaktor betrug 860°C. Die Verweilzeit am beschriebenen N<sub>2</sub>O-Zersetzungskatalysator lag unter 0,05 s. Die Konzentration an N<sub>2</sub>O am Ausgang des Reaktors betrug 120 ppm.

Bei einer Vergleichsmessung wurde das zusätzliche Katalysatorbett zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O weggelassen. Es ergab sich eine N<sub>2</sub>O Konzentration am Reaktorausgang von 606 ppm.

Die gemessene NO<sub>x</sub> Konzentration betrug in beiden Fällen 11,28 Vol-%.

## Patentansprüche

1. Reaktor für die katalytische Oxidation von Ammoniak zu Stickoxiden, der in Flußrichtung in dieser Reihenfolge einen Edelmetallnetz-katalysator und einen Wärmetauscher enthält, dadurch gekennzeichnet, daß zwischen dem Edelmetallnetz-katalysator und dem Wärmetauscher ein Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O angeordnet ist.
2. Reaktor nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß zwischen dem Edelmetallnetz-katalysator und dem Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O ein Edelmetallrückgewinnungsnetz angeordnet ist.
3. Reaktor nach Anspruch 1 oder 2, dadurch gekennzeichnet, daß der Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O als Festbett in einer Schicht mit einer Höhe von 2 bis 50 cm angeordnet ist.
4. Reaktor nach einem der Ansprüche 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, daß der Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O herstellbar ist durch Vereinigen von CuAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> mit Zinn, Blei und/oder einem Element der II. Haupt- oder Nebengruppe des Periodensystems der Elemente als Oxid oder Salz oder in elementarer Form, und anschließendes Calcinieren bei einer Temperatur von 300

bis 1300°C und einem Druck im Bereich von 0,1 bis 200 bar.

5. Vorrichtung zur Herstellung von Salpetersäure aus Ammoniak, umfassend in dieser Reihenfolge

- einen Reaktor gemäß einem der Ansprüche 1 bis 4,
- eine Absorptionseinheit zur Absorption von Stickoxiden in einem wäßrigen Medium und gegebenenfalls
- eine Reduktionseinheit zur selektiven katalytischen Reduktion von Stickoxiden.

6. Verfahren zur katalytischen Zersetzung von N<sub>2</sub>O in einem bei der Herstellung von Salpetersäure durch katalytische Oxidation von Ammoniak erhaltenen Gasgemisch an einem Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O, dadurch gekennzeichnet, daß das aus der katalytischen Oxidation von Ammoniak erhaltene heiße Gasgemisch vor einer nachfolgenden Abkühlung mit dem Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O kontaktiert wird.

7. Verfahren nach Anspruch 6, dadurch gekennzeichnet, daß die Verweilzeit an dem Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O kleiner als 0,1 s ist.

8. Verfahren nach Anspruch 6 oder 7, dadurch gekennzeichnet, daß die Zersetzung von N<sub>2</sub>O bei einer Temperatur im Bereich von 600 bis 950°C durchgeführt wird.

9. Verfahren nach einem der Ansprüche 6 bis 8, dadurch gekennzeichnet, daß die Zersetzung von N<sub>2</sub>O bei einem Druck im Bereich von 1 bis 15 bar durchgeführt wird.

10. Verfahren nach einem der Ansprüche 6 bis 9, dadurch gekennzeichnet, daß der Katalysator zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O herstellbar ist durch Vereinigen von CuAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> mit Zinn, Blei oder einem Element der II. Haupt- oder Nebengruppe des Periodensystems der Elemente als Oxid oder Salz oder in elementarer Form und anschließendes Calcinieren bei einer Temperatur im Bereich von 300 bis 1300°C und einem Druck im Bereich von 0,1 bis 200 bar.

11. Verwendung eines Katalysators, wie er in Anspruch 10 definiert ist, zur Zersetzung von N<sub>2</sub>O in einem Reaktor zur katalytischen Oxidation von Ammoniak.